



TUGAS AKHIR TF 141581

**PERANCANGAN *MODEL PREDICTIVE CONTROL*
PADA KOLOM DISTILASI BINER AMMONIA
*STRIPPER***

FRELY NOVIANTI RAHAYU
NRP. 2413 100 105

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST., MT.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



FINAL PROJECT TF 141581

***DESIGN OF MODEL PREDICTIVE CONTROL
IN DISTILLATION COLUMN AMMONIA
STRIPPER***

***FRELY NOVIANTI RAHAYU
NRP. 2413 100 105***

***Supervisor
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST., MT.***

***ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017***

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

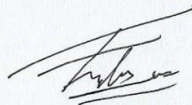
Nama	: Frely Novianti Rahayu
NRP	: 2413100105
Departemen/Prodi	: Teknik Fisika/S1 Teknik Fisika
Fakultas	: Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi	: Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Perancangan *Model Predictive Control* pada Kolom Distilasi Biner *Ammonia Stripper*” adalah benar karya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya

Surabaya, 25 Juli 2017

Yang membuat pernyataan,



Frely Novianti Rahayu
NRP. 2413 100 105

**LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR**

**PERANCANGAN *MODEL PREDICTIVE CONTROL*
PADA KOLOM DISTILASI BINER *AMMONIA*
*STRIPPER***

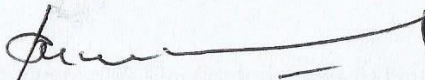
Oleh :

Frely Novianti Rahayu

NRP : 2413 100 105

Surabaya, 25 Juli 2017

Mengetahui/Menyetujui
Pembimbing I ,



Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T.

NIP. 19690507 1995121 001



Ketua Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS

Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D

NIPN. 19780902/200312 1 002

**PERANCANGAN *MODEL PREDICTIVE CONTROL*
PADA KOLOM DISTILASI BINER AMMONIA
STRIPPER**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

FRELY NOVIANTI RAHAYU
NRP. 2413 100 105

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T. (Pembimbing I)
2. Ir. Ya'umar, MT (Penguji I)
3. Lizda Johar Mawarani, ST, MT (Penguji II)

**SURABAYA
JULI 2017**

PERANCANGAN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA KOLOM DISTILASI BINER AMMONIA *STRIPPER*

Nama Mahasiswa : Frely Novianti Rahayu
NRP : 2413 100 105
Jurusan : Teknik Fisika
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang L. Widjiantoro, ST, MT

Abstrak

Ammonia stripper memisahkan aliran *feed*, *aqueous ammonia* kedalam dua produk, *ammonia (distillate)* dan air (*bottom product*). Untuk memperoleh produk distilasi dengan tingkat kemurnian tinggi sangat sulit jika menggunakan kontroler konvensional untuk distilasi karena sifat kolom yang sangat non-linear dan disebabkan oleh interaksi alami antara *loop* yang dikontrol. Tugas akhir ini dilakukan perancangan *model predictive control* yang mampu mengontrol sistem MIMO yang memiliki interaksi *loop* serta memiliki sifat non-linear. Langkah awal yang dilakukan adalah melakukan pemodelan dari proses yang terjadi pada *ammonia stripper*. Selanjutnya melakukan perancangan *model predictive control* yang dilanjutkan dengan *tuning* MPC dengan terlebih dulu melakukan pemodelan empirik FOPDT. Langkah terakhir adalah melakukan uji performansi pada MPC dengan memberikan uji *disturbance*, uji *setpoint tracking* dan melakukan perbandingan performansi kontrol antara pengendali PI dan MPC. Dari hasil perbandingan performansi kontrol, MPC memiliki hasil lebih baik daripada PI yaitu dengan nilai *maximum overshoot* sebesar 1,38%, *settling time* 3 detik dan *error steady state* 2% sebesar 0,6495%.

Kata kunci: model predictive control, tuning MPC, kolom distilasi, ammonia stripper

DESIGN OF MODEL PREDICTIVE CONTROL IN AMMONIA STRIPPER BINARY DISTILLATION COLUMN

Name : Frely Novianti Rahayu
NRP : 2413 100 105
Department : Engineering Physics
Supervisor : Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT

Abstract

Ammonia stripper separates feed stream, aqueous ammonia into two products, ammonia (distillate) and water (bottom product). It is difficult to obtain high purity distillation product due to the natural interaction between the controlled loops. In this final project is designed model predictive control that able to control MIMO system which has loop interaction and non-linear characteristic. At first got the mathematical model of the process in ammonia stripper. Then designed model predictive control and followed by MPC tuning by first got empirical model of FOPDT. The final step is doing performance test on MPC byb giving disturbance test, setpoint tracking test and doing comparison of control performance between PI and MPC. The result is MPC has better result than PI with maximum overshoot 1,38%, settling time 3 seconds and 2% steady state error 0,6495%.

Keyword: model predictive control, tuning MPC, distillation column, ammonia stripper

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya, serta shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW, hingga terselesaikannya tugas akhir beserta laporan tugas akhir yang berjudul **PERANCANGAN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA KOLOM DISTILASI BINER AMMONIA STRIPPER**.

Penulis telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak dalam penyelesaian tugas akhir dan laporan Tugas Akhir ini. Penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
2. Bapak Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T selaku dosen pembimbing yang telah dengan sabar memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan yang sangat bermanfaat.
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.selaku Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumensi yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta kemudahan perizinan.
4. Bapak Dr. Dhany Arifianto, S.T., M.T selaku dosen wali yang telah membimbing penulis selama perkuliahan.
5. Bapak Eka dan Bapak Lugas selaku pembimbing di PT. Petrokimia Gresik yang telah membantu penulis untuk mengambil data Tugas Akhir.
6. Kedua orang tua (Bapak Joko dan Ibu Supini) serta saudara (Bhekti). Terimakasih atas segala cinta, kasih sayang, doa, perhatian, serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
7. Teman sepenanggungan (Siwi) yang telah bersama-sama melewati masa-masa akademik yang pelik dan membantu bertukar pikiran untuk menyelesaikan masalah-masalah

- yang dihadapi penulis dalam segala lini kehidupan. Terimakasih untuk semuanya
8. Teman (Intan) yang selalu membantu kembali ke jalan yang benar dan mengingatkan untuk selalu berserah diri kepada-Nya. Serta teman (Laily) yang menjadi teman untuk merenungi kehidupan, juga teman (Harisma) yang juga menemani masa-masa sulit Tugas Akhir. Terimakasih atas kehadirannya dan membantu penulis selama ini.
 9. Seluruh teman Tugas Akhir (Nanda Pricilya, Anggraeni Agesita, Ira Nur W dan Febrianto Putro), dan juga yang telah membantu (Febrianto Bimo dan Febryn) terima kasih untuk semuanya.
 10. Seluruh teman – teman Departemen Teknik Fisika angkatan 2013, terima kasih untuk semuanya.
 11. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
 12. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidak sempurna, namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 25 Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
Halaman Judul	i
<i>Title Page</i>	iii
Lembar Pengesahan I	v
Lembar Pengesahan II	vii
Abstrak	ix
<i>Abstract</i>	xi
KATA PENGANTAR.....	xiii
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR TABEL	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Ammonia Stripper	5
2.2 Kontrol PID dan Metode <i>Good Gain</i>	11
2.3 <i>Model Predictive Control</i>	12
2.4 <i>Tuning</i> Pengendali MPC	15
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	17
3.1 Pengambilan Data <i>Plant</i>	18
3.2 Pemodelan Matematis Sistem	20
3.3 Validasi Model	25
3.4 Perancangan kontrol PI	27
3.5 Perancangan <i>Model Predictive Control</i>	28
3.6 Uji Performansi	31
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....	33
4.1 Uji Disturbance	33
4.2 Uji <i>Setpoint Tracking</i>	34
4.3 Perbandingan Kontrol MPC dan Kontrol PID	36
4.4 Uji Setpoint Tracking Kontrol MPC dan Kontrol PID ..	38

BAB V KESIMPULAN 41

DAFTAR PUSTAKA 43

LAMPIRAN

BIODATA PENULIS

DAFTAR GAMBAR

	Hal
Gambar 2.1. Skema proses pada <i>Ammonia Stripper</i>	6
Gambar 2.2. Skema kolom distilasi	7
Gambar 2.3. Skema model matematis kolom distilasi	9
Gambar 2.4. Metode <i>tuning good gain</i>	12
Gambar 2.5. Strategi <i>receding horizon</i>	14
Gambar 2.6. Struktur dasar <i>model predictive control</i>	14
Gambar 3.1. <i>Flowchart</i> penelitian	18
Gambar 3.2. Uji validasi <i>open loop</i>	26
Gambar 3.3. Simulasi <i>loop</i> tertutup kontrol PI	27
Gambar 3.4. Respon uji <i>close loop</i> PI	28
Gambar 3.5. Perancangan MPC pada simulink matlab	30
Gambar 4.1. Respon uji <i>disturbance</i>	34
Gambar 4.2. Respon <i>setpoint tracking</i>	35
Gambar 4.3. Respon kontrol MPC dan PID	37
Gambar 4.4. Respon uji <i>setpoint tracking</i> kontrol MPC dan PID	38

DAFTAR TABEL

		Hal
Tabel 3.1	Data pemodelan <i>plant</i> masukan <i>feed</i> dari <i>ammonia scrubber</i>	19
Tabel 3.2	Data pemodelan <i>plant</i> keluaran <i>bottom product</i> menuju <i>ammonia scrubber</i>	19
Tabel 3.3	Data pemodelan <i>plant</i> masukan <i>reflux</i>	19
Tabel 3.4	Data pemodelan <i>plant</i> keluaran <i>vapor ammonia</i> menuju <i>accumulator</i>	20
Tabel 3.5	Parameter pemodelan kesetimbangan massa <i>Ammonia Stripper</i>	21
Tabel 4.1	Parameter performansi kontrol PI dengan MPC	38

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Distilasi adalah sebuah proses nonlinear, *multivariable* dan tidak seimbang, yang digunakan di industri kimia dan perminyakan. Tujuan dari sistem adalah untuk memisahkan dua atau lebih komponen tergantung pada titik didih. Pemisahan komponen membutuhkan jumlah energi yang relative cukup besar. Pada dasarnya kolom dibagi menjadi tiga bagian, bagian bawah (*bottom*) disebut *stripping section* dan bagian atas kolom disebut *rectification section* lalu bagian tengah disebut *flash zone* [5].

Pada PT. Petrokimia Gresik proses distilasi banyak diterapkan salah satunya pada *Ammonia Stripper*. *Ammonia stripper*, sebuah subsistem dari *plant ammonia* yang memainkan peranan penting dalam produksi *ammonia*, terutama saat penghematan energi. Ini memisahkan aliran *feed*, *aqueous ammonia* kedalam dua produk, *ammonia (distillate)* dan air (*bottom product*). Laju aliran *feed* berasal dari *ammonia scrubber* dengan berat *ammonia* 14,1%wt. untuk alasan penghematan energi, *bottom product* diolah kembali menuju *ammonia scrubber*. Bagaimanapun juga, terdapat batasan bahwa kadar maksimum *ammonia* pada *bottom product* harus 0,144%wt. Jika tidak maka akan mengakibatkan masalah besar pada proses selanjutnya, *hydrogen recovery unit*. Dari sudut pandang ini, keberhasilan pemisahan *ammonia stripper* memainkan peranan penting dalam produksi *ammonia*[4].

Untuk memperoleh produk distilasi dengan tingkat kemurnian yang tinggi sangat sulit untuk dikontrol jika menggunakan kontroler konvensional untuk distilasi yang mana memiliki sifat kolom yang sangat non-linear dan disebabkan oleh interaksi alami antara *loop* yang dikontrol [3]. Salah satu cara untuk mendapatkan *ammonia* dengan tingkat kemurnian tinggi terdapat satu parameter yang harus dikontrol yaitu level dari dasar *ammonia stripper* yang harus dijaga di kisaran 50%-70%.

Kontroler konvensional seperti PI memberikan hasil yang sesuai untuk sistem linear, namun tidak dapat memberikan aksi kontrol yang tepat untuk sistem nonlinear sehingga responnya lambat dan terdapat osilasi yang cukup besar. Pendekatan kontrol yang lebih tinggi seperti kontroler dengan variansi minimum tidak dapat bekerja secara efektif pada sistem nonlinear disebabkan oleh kesulitannya dan aksi kontrol yang sulit [5].

Model Predictive Control adalah salah satu alternatif kontrol yang dikembangkan untuk mengontrol sistem MIMO yang memiliki interaksi *loop*. Algoritma MPC telah secara luas dikenal dalam industri atas kemampuannya mengatasi interaksi yang ada dalam proses, dan batasan-batasan pada waktu tunda *manipulated variable*. Performa kontroler MPC lebih baik jika dibandingkan dengan kontroler PI pada industri yang menggunakan kolom distilasi karena kemampuannya mengatasi kendala *constraint* yang kompleks [3]. Pada Tugas Akhir ini akan dilakukan perancangan sistem kontrol *model predictive control* pada kolom distilasi biner *ammonia stripper* di PT Petrokimia Gresik, sehingga diharapkan MPC dapat memberikan hasil kontrol yang lebih baik.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan uraian latar belakang di atas, maka rumusan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

- Bagaimanakah memodelkan proses yang terjadi pada kolom distilasi biner *Ammonia Stripper* PT Petrokimia Gresik sehingga didapatkan pemodelan matematis yang menggambarkan proses?
- Bagaimana merancang sistem kontrol MPC pada kolom distilasi biner *Ammonia Stripper* PT Petrokimia Gresik?

1.3 Tujuan

Tujuan yang ingin dicapai pada penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- Memodelkan secara matematis proses yang terjadi pada kolom distilasi biner *Ammonia Stripper* PT Petrokimia Gresik.
- Merancang sistem kontrol MPC pada kolom distilasi biner *Ammonia Stripper* PT Petrokimia Gresik.

1.4 Batasan Masalah

Untuk memfokuskan penyelesaian masalah pada penelitian tugas akhir ini dan mencapai tujuan yang diinginkan, maka batasan masalah yang diambil adalah sebagai berikut.

- Pemodelan *plant* yang digunakan sebagai objek studi adalah *ammonia stripper* di PT Petrokimia Gresik
- Proses yang ditinjau hanya bagian dasar dari *ammonia stripper*.
- Sistem pengendalian yang akan dirancang ulang adalah sistem pengendalian level pada *ammonia stripper*.
- Diasumsikan kandungan *ammonia* dalam *feed* dan *reflux* tetap.
- Validasi data dilakukan tanggal 6-9 Maret 2017 selama selang waktu 1x24 jam di PT Petrokimia Gresik.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Ammonia Stripper

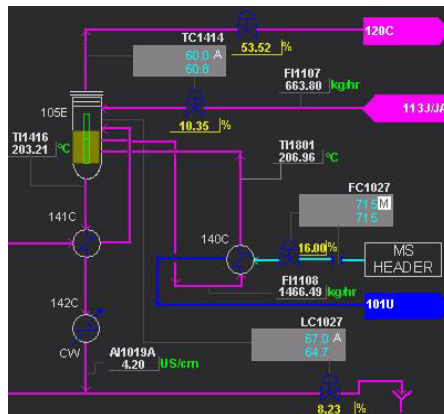
Ammonia stripper pada dasarnya adalah kolom distilasi biner yang memisahkan campuran *liquid ammonia* menjadi dua yaitu *ammonia* pada *top product* dan air pada *bottom product*. *Ammonia stripper* berada pada unit *Purge Gas Recovery Unit*, yaitu unit untuk memisahkan H_2 dan NH_3 dari sistem *syn loop purge gas* dan 109-F. Terdiri dari tiga bagian yakni *High Pressure Purge Gas*, *Low Pressure*, *Purge Gas Recovery* dan *Hydrogen Recovery unit* (Anonim,2015).

2.1.1 Deskripsi Proses Ammonia Stripper

Aqua ammonia dipompa ke *Ammonia Stripper* 105E sedangkan NH_3 vapor yang masih mengandung CH_4 , H_2 , N_2 , Ar dialirkan ke unit *Hydrogen Recovery Unit* untuk diambil gas H_2 yang terkandung didalamnya. Keluaran dari *Low Press Ammonia Scrubber* 103E dan *High Press Ammonia Scrubber* 104E yang berupa *aqua ammonia* dipompa dan dialirkan menjadi satu untuk kemudian masuk ke *ammonia stripper* 105E. *Aqua ammonia* ini masih mengandung sekitar 12—15% berat *ammonia*. Di dalam unit ini *aqua ammonia* dipisahkan menjadi air dan *ammonia*. *Aqua ammonia* dialirkan sebagai *feed* masuk kedalam *ammonia stripper*. Kemudian diapanaskan oleh *reboiler* dengan menggunakan *heat exchanger* dengan media pemanas *steam* yang berasal dari *MS Header* dengan suhu $200^\circ C$.

Aqua ammonia menguap dan terpisah menjadi dua, yaitu air yang kemudian turun kebawah dan NH_3 yang naik ke atas. Karena suhu NH_3 masih cukup tinggi sekitar $202^\circ C$ maka dialirkan NH_3 yang berasal dari *refrigerant* untuk menurunkan suhunya menjadi $60^\circ C$. NH_3 yang berasal dari *refrigerant* disebut *reflux*. NH_3 campuran kemudian keluar dari bagian atas *ammonia stripper* untuk dipompa ke *Refrigeration Condensor* 127-C. sedangkan air yang turun kebawah sebagai *bottom product* disirkulasikan kembali sebagai media untuk proses *scrubing* pada

unit *High Pressure Ammonia Scrubber* (104E) dan *Low Pressure Ammonia Scruber* (103E). Pada air tersebut *ammonia* yang terkandung diusahakan hanya sekitar 0,15% saja karena jika kandungan *ammoni*anya masih terlalu tinggi maka akan membahayakan unit keluaran dari *Low Pressure Ammonia Scruber* (103E) dan *High Pressure Ammonia Scruber* (104E) yaitu unit *Hydrogen Recovery Unit* (HRU) (Anonim 2015).



Gambar 2.1 Skema dari proses pada *ammonia stripper*

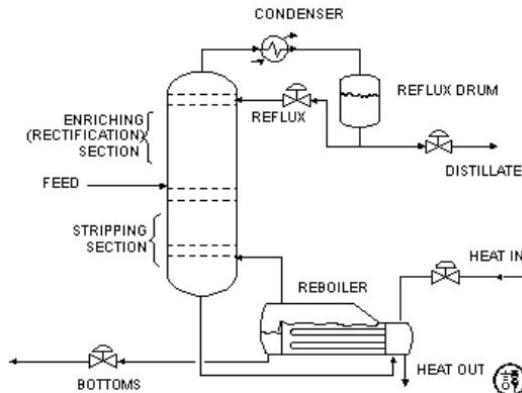
2.1.2 Sistem Kontrol pada *Ammonia Stripper*

Sistem pengendalian level pada *ammonia stripper* PT Petrokimia Gresik menjaga nilai level sebagai variabel proses. Level pada *ammonia stripper* dipengaruhi oleh aliran *feed* dari *ammonia scrubber* yang masuk ke dalam kolom, aliran *aqua ammonia* dari *reboiler* yang telah dipanaskan dan aliran *reflux*. Level air pada kolom dijaga pada level 50% dengan *low alarm* 10% dan *high alarm* 90%. Untuk mengendalikan level air dalam kolom, laju aliran *bottom* digunakan sebagai variabel manipulasi yang dijaga dengan mengatur debit air melalui operasi *control valve*. Besar kecilnya bukaan *control valve* akan ditentukan oleh perbandingan informasi yang didapat melalui *level transmitter* dan laju aliran (*flow*) *transmitter*. Aksi pengendali yang diberikan

pada *ammonia stripper* adalah aksi pengendali PI (*Proportional Integral*).

2.1.3 Kolom Distilasi

Distilasi didefinisikan sebagai sebuah proses dimana campuran dua atau lebih zat *liquid* atau *vapor* dipisahkan menjadi komponen fraksi yang murni, dengan pengaplikasian dari perpindahan *massa* dan panas. Pemisahan campuran *liquid* dengan distilasi bergantung pada perbedaan volatilitas antar komponen. Komponen yang memiliki *relative volatility* yang lebih besar akan lebih mudah pemisahannya. Uap akan mengalir menuju puncak kolom sedangkan *liquid* menuju ke bawah kolom secara *counter-current* (berlawanan arah). Uap dan *liquid* akan terpisah pada *plate* atau *packing*. Sebagian kondensat dari *Condensor* dikembalikan ke puncak kolom sebagai *liquid* untuk dipisahkan lagi, dan sebagian *liquid* dari dasar kolom diuapkan pada *Reboiler* dan dikembalikan sebagai uap (Leily,2009).



Gambar 2.2 Skema kolom distilasi

Sebuah sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama :

- Sebuah *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*)

seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen.

- b. Sebuah *Reboiler* untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi.
- c. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom.
- d. *Reflux drum* untuk menampung uap yang terkondensasi dari top kolom sehingga *liquid (reflux)* dapat di *recycle* kembali ke kolom.

Rumah *shell* vertikal bagian dalam kolom beserta kondenser dan *reboiler* membentuk sebuah kolom destilasi. Gambaran unit destilasi dengan satu *feed* dan dua aliran produk seperti gambar 2.2

2.1.4 Pemodelan *Ammonia Stripper*

Didalam *ammonia stripper* terjadi perpindahan *massa*, dimana *massa* yang masuk adalah *feed aqua ammonia* dan *reflux* sedangkan *massa* yang keluar berupa uap *ammonia* dan *flow rate bottom* yang menuju *ammonia scrubber*. Pada pemodelan *ammonia stripper* dikarenakan hanya fokus pada *bottom* kolom untuk mengendalikan level sehingga untuk memodelkan dinamika proses pada *ammonia stripper* menggunakan hukum kesetimbangan massa pada *column base* yang diturunkan oleh (Luyben,1992). Pada pemodelan kesetimbangan massa yang dilakukan (Luyben,1992) digunakan beberapa asumsi, diantaranya adalah :

1. Fraksi *feed* berupa *liquid*.
2. *Boiling point size* pada *liquid* tetap.
3. Densitas dan kapasitas panas spesifik di semua proses konstan.
4. Kalor laten vaporisasi konstan.
5. Rugi panas diabaikan
6. Effesiensi nampam 100%
7. Proses pencampuran sempurna
8. Uap tertahan keatas diabaikan

Kesetimbangan massa:

$$\frac{d(M_B)}{dt} = L_R + L_f - V_{RB} - L_B \quad (2.1)$$

Dengan :

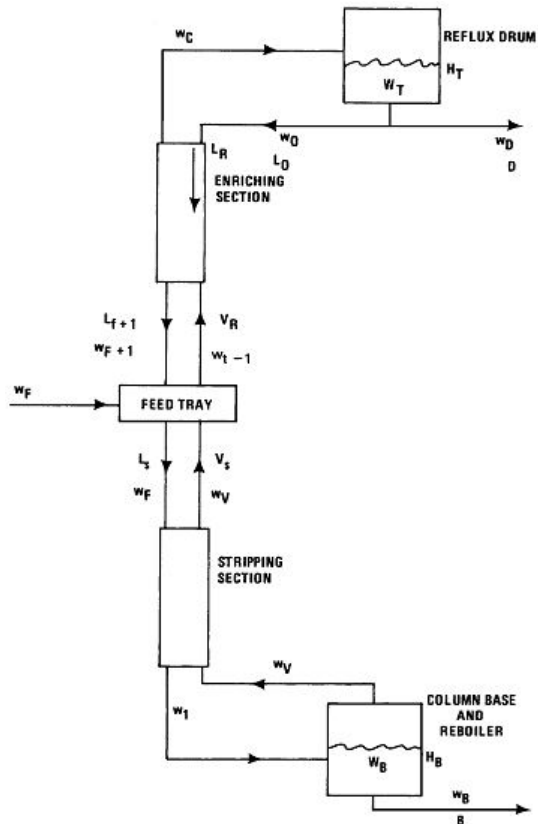
M_B = Massa pada dasar kolom (kg)

L_R = Laju *reflux* (kg/s)

L_f = Laju *feed* (kg/s)

V_{RB} = Laju aliran *vapor* meninggalkan kolom (kg/s)

L_B = Laju aliran *bottom* (kg/s)



Gambar 2.3 Skema model matematis kolom distilasi

Untuk mengilustrasikan pemodelan untuk kontrol kesetimbangan *massa* dari kolom distilasi Luyben (1985) memisahkan laju aliran *feed* pada kolom menjadi dua bagian yaitu *top product* dan *bottom product*. Skema dari rancangan model matematis sistem kolom distilasi ditunjukkan pada gambar 2.3. Diasumsikan bahwa pertukaran panas dari kondensor maupun *reboiler* diabaikan. Untuk kenyamanan maka persamaan ditulis dalam bentuk Laplace.

$$W_B = \frac{w_1(s) - w_v(s) - w_b(s)}{s} \quad (2.2)$$

Dimana :

w_1	= Laju aliran fraksi cair dari nampan pertama	(m^3/s)
w_v	= Laju uap yang keluar dari kolom	(kg/s)
w_B	= Laju aliran dasar kolom yang keluar	(m^3/s)
W_B	= Persediaan cairan didasar kolom	(kg)
s	= Variabel transformasi <i>laplace</i>	

$$W_B = \frac{H_B}{\rho_B A_B} \quad (2.3)$$

Dimana :

ρ_B	= Densitas pada cairan dasar kolom	(kg/m^3)
A_B	= Luas penampang area dari dasar kolom	(m^2)
H_B	= <i>Level</i> cairan didasar kolom	(m)

Jika *reboiler* dipanasi oleh steam maka :

$$w_v(s) = \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_{PB}} w_s(s) \quad (2.4)$$

Dimana :

λ_{ST}	= Panas laten dari uap	(kJ/kg)
λ_{PB}	= Panas laren dari fluida yang diproses pada dasar kolom	(kJ/kg)
$w_s(s)$	= Laju fraksi uap	(kg/s)

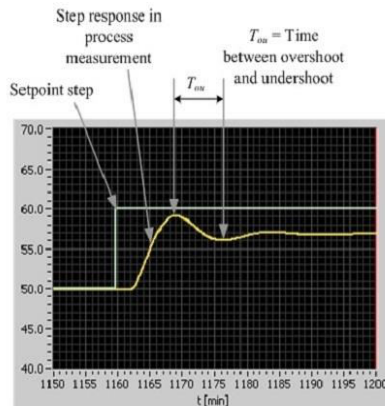
2.2 Kontrol PID dan Metode *Good Gain*

Kontroler PID adalah system pengendali gabungan antara pengendali proporsional, integral, dan turunan (*derivative*). Ketiga jenis pengendali masing-masing mempunyai kelebihan dan kekurangan. Pengendali *Proportional* masih meninggalkan *offset* yang disebabkan oleh sifat dasar pengendali *proportional* yang masih tetap membentuk *error* untuk menghasilkan *output*. Untuk menghilangkan *offset* diperlukan pengendali lain yaitu pengendali Integral sehingga dapat menghasilkan *output* walaupun sudah tidak ada lagi input. Walau begitu pengendali memiliki kekurangan yaitu tidak mampu bereaksi secara cepat. Untuk pengendali *derivative* memiliki kemampuan untuk mempercepat reaksi sehingga dapat menutupi kekurangan pengendali integral. Dalam waktu kontinyu sinyal keluaran pengendali PID dirumuskan sebagai berikut :

$$u(t) = K_p \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (2.5)$$

Tuning PID Metode *Good Gain*

Tuning pengendali PID merupakan suatu metode untuk mencari nilai parameter PID yaitu K_p , T_i dan T_d yang sesuai agar respon sistemnya stabil dengan waktu penetapan (*settling time*) lebih cepat serta tidak terdapat *overshoot* maupun *offset*. Salah satu metode yang digunakan adalah metode *Good Gain* yang merupakan pengembangan dari metode *Ziegler Nichols* osilasi (*close loop*).



Gambar 2.4 Metode *tuning good gain*

Metode *good gain* memiliki tahapan awal *tuning* yang hampir sama dengan metode *tuning ziegler nichols* yaitu mengatur *controller* pada posisi *proportional*. Perbedaan dengan metode *tuning ziegler nichols* adalah jika metode *tuning ziegler nichols* mengubah nilai K_p hingga mencapai nilai kritis dan sistem berosilasi stabil, namun untuk metode *tuning good gain* hanya mengubah nilai K_p hingga mencapai respon *transient* seperti gambar 3.4 dimana telah terbentuk *first overshoot* dan *first undershoot*.

Dari respon *transient* didapatkan nilai K_{pgg} (nilai K_p yang digunakan untuk mendapatkan respon transient) dan nilai T_{ou} (jarak antara *first overshoot* dan *first undershoot*). Nilai T_i didapatkan dari $1,5T_{ou}$ dan untuk nilai K_p didapatkan dari $0,8K_{pgg}$

2.3 Model Predictive Control

Sistem kendali prediktif termasuk kedalam kategori konsep perancangan pengendali berbasis model proses dimana model proses nantinya digunakan untuk merancang pengendali *plant* dengan cara meminimasi *objective function* (fungsi kriteria). Pada

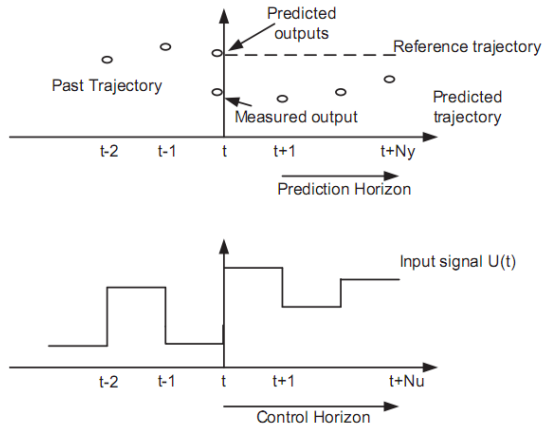
pengendali prediktif, model internal yang merupakan pemodelan linier dari proses digunakan untuk mengetahui perilaku sistem. Dengan model internal ini perilaku sistem diprediksi dalam kurun waktu yang terbatas (yang disebut dengan *preceding horizon*). Hasil ini kemudian digunakan pada tiap waktu pencuplikan untuk mengoptimalkan keluaran sistem melalui sinyal masukan. Keuntungan MPC dibandingkan dengan metode pengendali konvensional lainnya diantaranya adalah :

1. Dapat menghitung batasan pada sistem dalam perancangan pengendali
2. Konsepnya sangat intuitif serta penalaannya sangat mudah
3. Dapat digunakan untuk mengendalikan proses yang beragam, mulai dari proses yang sederhana sampai proses yang kompleks, mempunyai waktu tunda besar, non-minimum phase atau proses yang tidak stabil
4. Dapat menangani sistem multivariable
5. Mempunyai kompensasi terhadap waktu tunda
6. Mempunyai kemampuan pengendali *feed forward* untuk mengkompensasi gangguan yang terukur
7. Mudah untuk mengimplementasikan pengendali yang diperoleh
8. Sangat berguna jika sinyal referensi untuk masa datang diketahui

Prinsip yang mendasari pada setiap jenis pengendali prediktif antara lain :

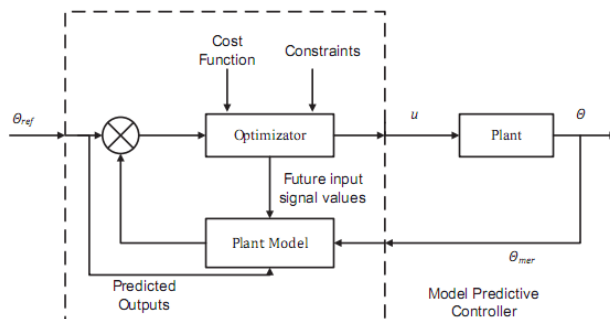
1. Menggunakan model proses untuk memprediksi keluaran yang akan datang dalam rentang waktu yang telah ditentukan (*horizon*) .
2. Menghitung sinyal kendali dengan meminimasi *objective function* yang ditetapkan sebelumnya dengan tujuan untuk menjaga keluaran proses agar sedekat mungkin dengan trayektori acuan.
3. Sinyal kendali $u(t)$ dikirim ke proses sedangkan sinyal kendali terprediksi berikutnya dibuang, karena pada pencuplikan berikutnya keluaran sudah diketahui nilainya.

Maka langkah pertama diulang dengan nilai proses yang baru dan semua prosedur perhitungan yang diperlukan diperbaiki. Konsep *receding horizon* dapat dilihat pada gambar 2.5



Gambar 2.5 Strategi *receding horizon*

Pada MPC sendiri memiliki lima konsep dasar yang digunakan, yang pertama adalah model proses dan *disturbance*, *performance index*, pengendalian *constraints*, optimalisasi dan *receding horizon principle*. Struktur dasar *model predictive control* dapat dilihat pada gambar 2.6.



Gambar 2.6 Struktur dasar *model predictive control*

2.4 Tuning Pengendali MPC

Adapun parameter-parameter yang harus dilakukan penyetelan dalam pengendali MPC adalah sebagai berikut:

- Sampling Time* : interval waktu yang dipakai dalam pengambilan data
- Prediction Horizon* : seberapa jauh ke depan prediksi yang dilakukan ketika melakukan perhitungan *output controller*
- Model Horizon* : jumlah sampel interval yang diperlukan untuk mencapai kondisi *steady state* ketika *input* diberikan kepada proses

Nilai untuk ketiga parameter tersebut dapat dihitung dengan pendekatan strategi *tuning* DMC non-adaptif (Dougherty,2003b)

- Pendekatan dinamika proses output pengendali untuk pasangan-pasangan variabel terukur dengan model FOPDT:

$$\frac{y_r(s)}{u_s(s)} = \frac{K_{rs}e^{-\theta_{rs}s}}{\tau_{rs}s+1} \quad (r = 1,2,\dots,R; s = 1,2,\dots,S) \quad (2.6)$$

- Memilih waktu sampel sedekat mungkin dengan :

$$T_{rs} = \text{Max}(0.1\tau_{rs}, 0.5\theta_{rs}), \quad (r = 1,2,\dots,R; s = 1,2,\dots,S) \quad (2.7)$$

- Menghitung P(N) (prediction horizon):

$$P = \text{Max}\left(\frac{5\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad (2.8)$$

$$\text{dengan } k_{rs} = \left(\frac{\theta_{rs}}{T} + 1\right), \quad (2.9)$$

$$(r = 1,2,\dots,R; s = 1,2,\dots,S)$$

- Menghitung M (control horizon)

$$M = \text{Max}\left(\frac{\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right), \quad (2.10)$$

$$(r = 1,2,\dots,R; s = 1,2,\dots,S)$$

Pemodelan empirik menggunakan model FOPDT (*first order plus dead time*) untuk menentukan parameter *gain* FOPDT (K_p), *time constant* (τ) dan *dead time* (θ) menggunakan metode II (Marlin,2000)

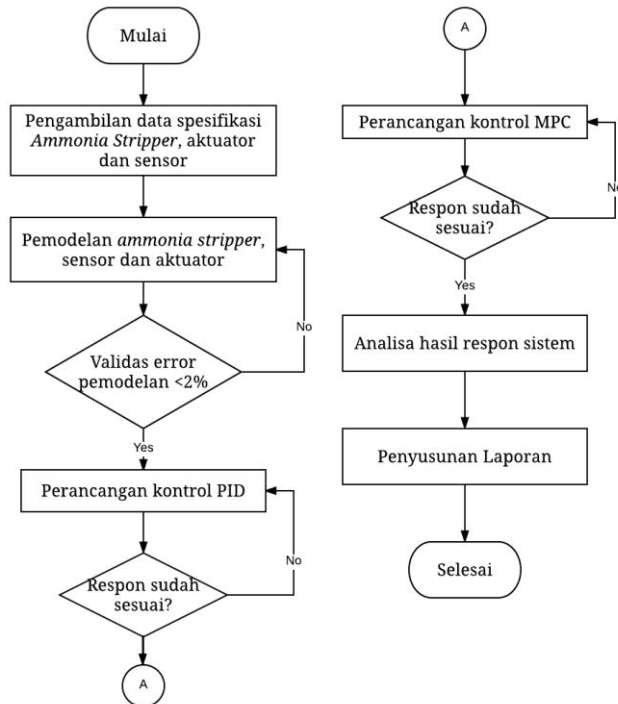
“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi penelitian yang digunakan untuk mencapai tujuan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- a. Pengambilan data spesifikasi *ammonia stripper*, sensor dan aktuator meliputi data besaran *input* dan *output* pada *ammonia stripper*, *process flow diagram* (PFD), *piping and instrument diagram* (P&ID) dari *ammonia stripper*. Pengambilan data dilakukan di PT Petrokimia Gresik.
- b. Pemodelan *ammonia stripper*, sensor dan aktuator didapatkan dari data spesifikasi yang telah diambil. Pemodelan *ammonia stripper* menggunakan hukum keseimbangan energi.
- c. Validasi model dilakukan untuk memastikan model yang dibuat mempresentasikan *plant* sesungguhnya jika validasi proses mencapai error $<2\%$. Pemodelan dan validasi disimulasikan menggunakan fitur *simulink* pada MATLAB
- d. Simulasi sistem pengendalian *loop* tertutup pada *simulink* MATLAB, dengan menggunakan algoritma PI pada kontroler. Parameter P dan I didapatkan menggunakan *metode good gain*.
- e. Perancangan kontrol MPC dilakukan pada *simulink* MATLAB dengan melinearkan *plant* dan dirubah kedalam bentuk *state space* sebelum masuk kedalam kontrol MPC. *Tuning* MPC dilakukan dengan melakukan pemodelan empirik FOPDT untuk mendapatkan parameter K_p , *time constant* (τ) dan *dead time* (θ) yang selanjutnya digunakan untuk menghitung waktu sampel (T), *prediction horizon* (P) dan *control horizon* (M).
- f. Analisa respon berdasarkan uji performansi sistem dengan memberikan uji *tracking setpoint* serta pemberian *disturbance*, sehingga didapatkan grafik respon sistem antara kontrol MPC dan kontrol PID.
Flowchart pengerjaan tugas akhir ditunjukkan pada gambar 3.1



Gambar 3.1 Flowchart penelitian

3.1 Pengambilan Data *Plant*

Data-data yang dibutuhkan untuk pemodelan *plant* berupa *massa* yang masuk dan *massa* yang keluar *ammonia stripper* serta spesifikasi serta dimensi dari *ammonia stripper*. Variable yang dikendalikan pada objek tugas akhir ini adalah level air dalam *ammonia stripper*, sedangkan variable yang dimanipulasi adalah laju aliran *bottom*. Keseluruhan data yang dibutuhkan untuk pemodelan ditunjukkan pada tabel 3.1 sampai tabel 3.4.

Tabel 3.1 Data Pemodelan *Plant* Masukan *Feed* dari *Ammonia Scrubber*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	<i>Liquid – Aqua ammonia</i>
<i>Temperature</i>	148,9 (°C)
<i>Pressure</i>	17,6 (kg/cm ² A)
<i>Flow</i>	2566 (kg/hr)
<i>Density</i> (ρ_F)	793,8 (kg/m ³)
<i>Flow</i> (\dot{m}_F)	3,2 (m ³ /hr)
WT PCT NH3	11,77 (%)

Tabel 3.2 Data Pemodelan *Plant* Keluaran *Bottom Product* menuju *Ammonia Scrubber*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	<i>Liquid – air</i>
<i>Temperature</i>	37 (°C)
<i>Pressure</i>	16,2 (kg/cm ² A)
<i>Flow</i>	2276 (kg/hr)
<i>Density</i> (ρ_B)	983,8 (kg/m ³)
<i>Flow</i> (\dot{m}_B)	2,3 (m ³ /hr)
WT PCT NH3	0,14 (%)

Tabel 3.3 Data Pemodelan *Plant* Masukan *Reflux*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	<i>Liquid – ammonia</i>
<i>Temperature</i>	30 (°C)
<i>Pressure</i>	20 (kg/cm ² A)
<i>Flow</i>	740 (kg/hr)
<i>Density</i> (ρ_R)	595,7 (kg/m ³)
<i>Flow</i> (\dot{m}_R)	1,2 (m ³ /hr)
WT PCT NH3	100 (%)

Tabel 3.4 Data Pemodelan *Plant* Keluaran *Vapor Ammonia* menuju *Accumulator*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	<i>Vapor – ammonia</i>
<i>Temperature</i>	65,7 (°C)
<i>Pressure</i>	17,5 (kg/cm ² A)
<i>Flow</i>	1045 (kg/hr)
<i>Density</i>	11,45 (kg/m ³)
<i>Flow</i>	91,2 (m ³ /hr)
WT PCT NH ₃	99,5 (%)

3.2 Pemodelan Matematis Sistem

Untuk melakukan perancangan *model predictive control* dilakukan pemodelan matematis sistem yang akan dikontrol, yaitu pemodelan *ammonia stripper*, sensor dan aktuator.

3.2.1 Pemodelan Matematis *Plant*

Untuk melakukan pemodelan matematis plant dikarenakan proses yang ditinjau hanya bagian dasar dari *ammonia stripper* maka dilakukan beberapa asumsi yaitu *boiling point size* pada *liquid* tetap, densitas dan kapasitas panas spesifik disemua proses konstan, kalor laten panas diabaikan, efisiensi nampan dianggap 100%, proses pencampuran sempurna serta uap tertahan keatas diabaikan. Sehingga pemodelan matematis *plant* hanya menggunakan hukum kesetimbangan massa.

Dari parameter yang dijelaskan pada sub-bab 3.1 pada tabel 3.1 sampai tabel 3.5 maka *ammonia stripper* dapat dimodelkan menggunakan pendekatan kesetimbangan massa.

Tabel 3.5 Parameter Pemodelan Kesenimbangan Massa *Ammonia Stripper*

Parameter	Nilai (satuan)
A_B	0,2634 (m ²)
λ_{ST}	2270 (kJ/kg)
λ_{PB}	1371.2 (kJ/kg)
K_t	0,85
d	0,3356 (m)
q	0,8847

Dengan :

- A_B = Luas alas kolom
 λ_{ST} = Latent heat steam
 λ_{PB} = Latent heat fluida
 K_t = Koefisien discharge
 d = Diameter kolom
 q = Fraksi mol liquid

Persamaan kesetimbangan secara umum dapat dituliskan pada persamaan (3.1)

$$\begin{bmatrix} \text{laju} \\ \text{perubahan} \\ \text{massa} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Laju} \\ \text{massa} \\ \text{input} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Laju} \\ \text{massa} \\ \text{output} \end{bmatrix} \quad (3.1)$$

$$\frac{d(M_B)}{dt} = L_R + L_f - V_{RB} - L_B \quad (3.2)$$

Dengan :

- M_B = Massa pada dasar kolom (kg)
 L_R = Laju *reflux* (kg/s)
 L_f = Laju *feed* (kg/s)
 V_{RB} = Laju aliran *vapor* meninggalkan kolom (kg/s)
 L_B = Laju aliran *bottom* (kg/s)

Sehingga dari persamaan (3.2) dikembangkan menjadi persamaan (3.3)

$$\frac{dH_B}{dt} A \rho_B = \rho_R \dot{m}_R(t) + q \rho_F \dot{m}_F(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_P} \dot{m}_V - \rho_B \dot{m}_B \quad (3.3)$$

Berdasarkan data desain dari pabrik telah diketahui nilai K_t , sehingga nilai laju fraksi uap \dot{m}_V diperoleh menggunakan persamaan (3.4)

$$\dot{m}_V = K_t \sqrt{h_B(t)} \quad (3.4)$$

Persamaan (3.4) disubstitusi kedalam persamaan (3.3) sehingga membentuk persamaan baru (3.5)

$$\frac{dH_B}{dt} A \rho_B = \rho_R \dot{m}_R(t) + q \rho_F \dot{m}_F(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_P} K_t \sqrt{h_B(t)} - \rho_B \dot{m}_B \quad (3.5)$$

$$\frac{dH_B}{dt} = \frac{\rho_R}{A \rho_B} \dot{m}_R(t) + \frac{q \rho_F}{A \rho_B} \dot{m}_F(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_P A \rho_B} \frac{K_t}{2 \sqrt{h_B}} H_B(t) - \frac{\rho_B}{A \rho_B} \dot{m}_B(t) \quad (3.6)$$

Agar mempermudah perhitungan dilakukan penyederhanaan sebagai berikut :

$$A_1 = \frac{\rho_R}{A \rho_B} \quad (3.7)$$

$$B_1 = \frac{q \rho_F}{A \rho_B} \quad (3.8)$$

$$C_1 = \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_P A \rho_B} \frac{K_t}{2 \sqrt{h_B}} \quad (3.9)$$

$$D_1 = \frac{\rho_B}{A \rho_B} \quad (3.10)$$

Setelah melakukan penyederhanaan, persamaan (3.7) hingga persamaan (3.10) disubstitusikan kembali kedalam persamaan (3.6) yang selanjutnya ditransformasi kedalam bentuk laplace sehingga berubah menjadi persamaan (3.11)

$$s H_B(s) + C_1 H_B(s) = A_1 \dot{m}_R(s) + B_1 \dot{m}_F(s) - D_1 \dot{m}_B(s) \quad (3.11)$$

$$H_B(s) = \frac{\frac{A_1}{C_1}}{\frac{1}{C_1} s + 1} \dot{m}_R(s) + \frac{\frac{B_1}{C_1}}{\frac{1}{C_1} s + 1} \dot{m}_F(s) - \frac{\frac{D_1}{C_1}}{\frac{1}{C_1} s + 1} \dot{m}_B(s) \quad (3.12)$$

Dengan memasukkan parameter-parameter yang ada pada tabel 3.1 hingga tabel 3.5 maka didapatkan persamaan fungsi transfer (3.13)

$$H_B(s) = \frac{1.2840e^3}{558.661s+1} \dot{m}_R(s) + \frac{1.513e^3}{558.661s+1} \dot{m}_F(s) - \frac{2.1206e^3}{558.661s+1} \dot{m}_B(s) \quad (3.13)$$

3.2.2 Pemodelan Matematis Aktuator

Aktuator pada sistem ini adalah *control valve*. Pemodelan *control valve* menggunakan persamaan (3.14) untuk mendapatkan fungsi transfer *control valve*.

$$\frac{m_b(s)}{U(s)} = \frac{K_v}{\tau_{CV}s+1} \quad (3.14)$$

Dimana:

$$\begin{aligned} m_b(s) &= \text{Laju aliran liquid } \left(\frac{kg}{s}\right) \\ U(s) &= \text{Sinyal masukan ke } control \text{ valve} \\ K_v &= \text{Gain total } control \text{ valve} \\ \tau_{CV} &= \text{Time constant } control \text{ valve} \end{aligned}$$

Gain total *control valve* K_v diperoleh dari persamaan (3.15)

$$K_v = K_p \times G_i \quad (3.15)$$

Untuk mendapatkan nilai K_p dan G_i digunakan persamaan (3.16) dan persamaan (3.19)

$$K_p = \frac{\text{Laju aliran maksimum}}{\Delta \text{Pressure Inlet}} \quad (3.16)$$

$$K_p = \frac{0,45 \text{ kg/s}}{15-3 \text{ psia}} \quad (3.17)$$

$$K_p = 0,0375 \frac{kg}{s} \text{ psia} \quad (3.18)$$

Nilai G_i diperoleh dari persamaan (3.19)

$$G_i = \frac{\Delta \text{Pressure Inlet}}{\Delta \text{Arus Outlet}} \quad (3.19)$$

$$G_i = \frac{15-3 \text{ psia}}{20-4 \text{ mA}} \quad (3.20)$$

$$G_i = 0,75 \text{ psia/mA} \quad (3.21)$$

Sehingga diperoleh nilai K_v sebesar 0,025 kg/s mA. Untuk menghitung nilai *time constant control valve* τ_{CV} menggunakan persamaan (3.22)

$$\tau_{CV} = T_v(\Delta V + R_v) \quad (3.22)$$

Dimana,

τ_{CV} = *time constant control valve*

T_v = Waktu *stroke* penuh (1,3 detik)

R_v = Perbandingan konstanta waktu *inverent* terhadap waktu *stroke*, untuk *actuator diaphragm* 0,03

Nilai ΔV diperoleh dengan membagi span (maksimum dikurangi minimum) laju aliran yang melewati *control valve* dengan laju aliran maksimum dan diperoleh nilai ΔV sebesar 0,044 kg/s. Dengan memasukkan nilai waktu *stroke* penuh T_v , R_v dan nilai ΔV sebesar 0,044 kg/s kedalam persamaan (3.22) maka didapatkan nilai *time constant control valve* τ_{CV} sebesar 0,086. Maka berdasarkan persamaan (3.14) diperoleh fungsi transfer *control valve* sebagai berikut :

$$\frac{m_b(s)}{U(s)} = \frac{0.025}{0.086s+1}$$

3.2.3 Pemodelan Matematis Level Transmitter

Level transmitter yang digunakan adalah jenis *differential pressure transmitter*. Pemodelan matematis untuk *level transmitter* diperoleh dari persamaan (3.23).

$$FT = \frac{G_T}{T_C(s)+1} \quad (3.23)$$

Dimana,

G_T = *Gain transmitter*

T_C = *Time constant transmitter*

Gain transmitter diperoleh dengan menghitung persamaan (3.24) dimana keluarannya adalah sinyal listrik dengan *range* 4-20 mA.

$$G_T = \frac{\text{span output (mA)}}{\text{span input (\%)}} \quad (3.24)$$

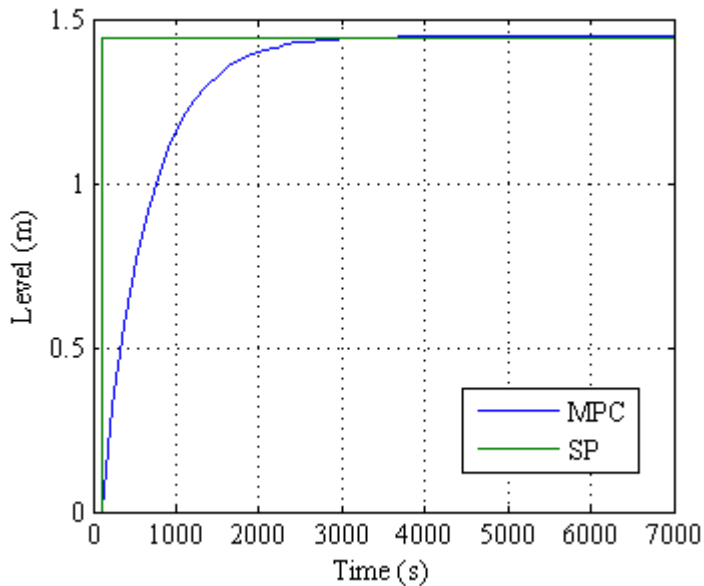
$$G_T = \frac{20-4 \text{ mA}}{68-52 (\%)} = 1$$

Sehingga dengan memasukkan nilai *gain transmitter* dan *time constant transmitter* sebesar 0,2 maka didapatkan fungsi transfer *transmitter* sebagai berikut :

$$FT = \frac{1}{0.2s+1}$$

3.3 Validasi Model

Setelah didapatkan model matematis persamaan (3.13), selanjutnya model disimulasikan dengan menggunakan bantuan *software* MatlabR2009a untuk validasi dengan data hasil pengukuran yang ada pada PT Petrokimia Gresik. Uji validasi dilakukan menggunakan uji *Loop* Terbuka dan didapatkan hasil respon seperti pada gambar 3.2

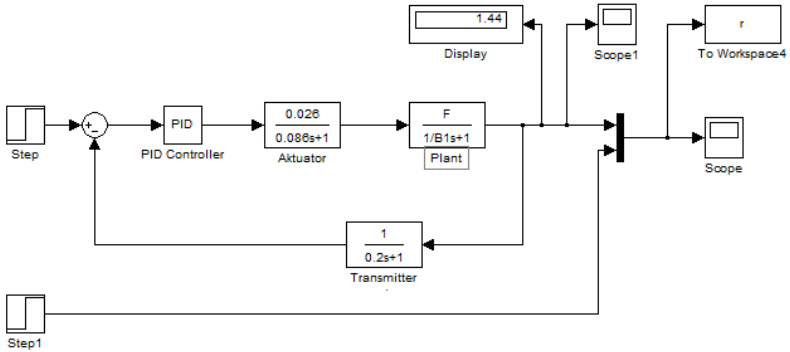


Gambar 3.2 Uji validasi *open loop*

Dari hasil uji validasi *open loop* didapatkan *error* sebesar 0,48% sehingga dapat dikatakan bahwa pemodelan yang dilakukan telah sesuai dan menggambarkan *plant* sesungguhnya karena memiliki nilai *error* kurang dari 2%

3.4 Perancangan Kontrol PI

Kontrol PI dirancang menggunakan simulink pada Matlab dengan loop tertutup



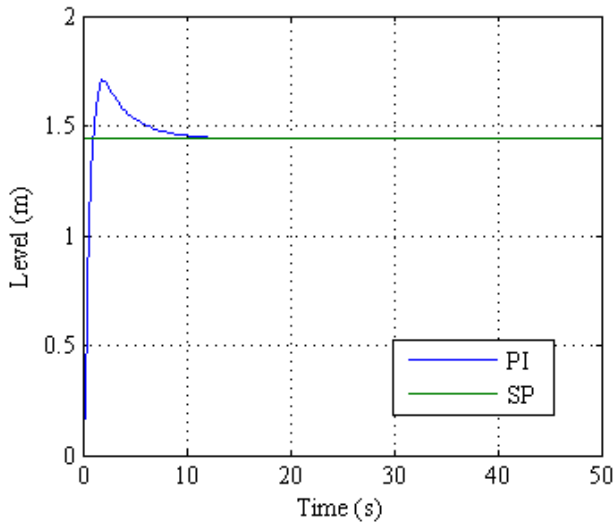
Gambar 3.3 Simulasi *loop* tertutup kontrol PI

F pada transfer fungsi *plant* merupakan penyederhanaan rumus dari

$$F = \frac{A_1}{C_1} + \frac{B_1}{C_1} - \frac{D_1}{C_1} \quad (3.25)$$

Penyederhanaan F dilakukan agar memudahkan penulisan pada simulink Matlab. Persamaan A_1 , B_1 , C_1 , dan D_1 dapat dilihat pada persamaan (3.7) hingga persamaan (3.10)

Dalam mencari nilai K_p dan T_i untuk pengendali level digunakan *tuning* dengan *metode good gain*. Dari metode *good gain* didapatkan nilai K_p sebesar 44 dan T_i sebesar 2,4.



Gambar 3.4 Respon uji *close loop* PI

Dari uji *close loop* dengan pengendali PI memiliki respon seperti pada gambar 3.4 diketahui memiliki nilai *maximum overshoot* sebesar 18,75 %, nilai *settling time* sebesar 18 detik dan *error steady state* 1,163%.

3.5 Perancangan *Model Predictive Control*

Sistem kontrol yang dirancang pada penelitian ini adalah sistem kontrol *Model Predictive Control*. Pada kontrol *model predictive control* menggunakan model proses untuk memprediksi keluaran yang akan datang. Proses model yang digunakan pada MPC sebagian besar dipilih yang berbentuk linear dan pada umumnya menggunakan bentuk *state space* yang cocok untuk sistem multivaribel. Karena komputasi dapat diselesaikan secara numeric dan dapat diandalkan jika berdasarkan pada model *state space* dibandingkan dengan respon *step/impulse* atau model fungsi transfer, khususnya sistem multivariable. Persamaan *state space* yang digunakan ada pada persamaan (3.26) dan persamaan (3.27).

$$x(k+1) = Ax(k) + B_1e(k) + B_2w(k) + B_3v(k) \quad (3.26)$$

$$y(k) = Cx(k) + D_{11}e(k) + D_{12}w(k) \quad (3.27)$$

Dimana $x(k)$ adalah *state system*, $e(k)$ adalah *zero mean white noise*, $w(k)$ menunjukkan semua *signal* yang diketahui, $v(k)$ adalah *variable manipulasi* atau input sinyal, dan $y(k)$ adalah *output* dari sistem.

Komputasi dilakukan pada *software* MATLAB yaitu dengan melinearkan model menggunakan *command* sehingga didapatkan model linear dalam bentuk *state space* matrik, sebagai berikut:

$$A = \begin{bmatrix} -0,0018 & 0 & 0 \\ 0 & -0,0018 & 0 \\ 0 & 0 & -0,0018 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$C = [2,7096 \quad -3,7958 \quad 2,2984]$$

$$D = [0 \quad 0 \quad 0]$$

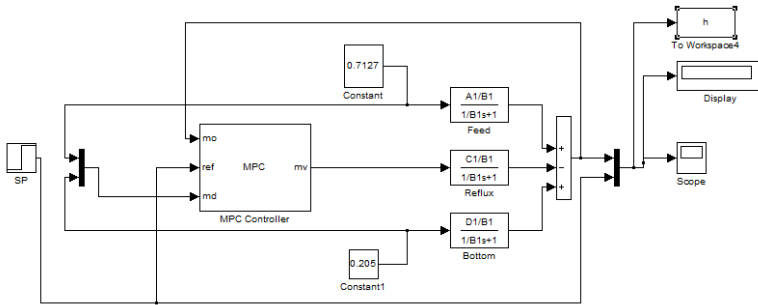
Setelah mendapatkan bentuk *state space* matriks dari model selanjutnya adalah merubah bentuk model yang sebelumnya kontinyu menjadi model diskrit seperti dibawah ini. Hal ini dilakukan karena model dalam bentuk diskrit merepresentasikan proses dinamik yang mendukung mekanisme *sampling* yang dibutuhkan untuk menghitung aksi kontrol dengan algoritma MPC yang diimplementasikan.

Sehingga didapatkan model proses yang dapat digunakan pada kontrol MPC, sebagai berikut:

$$A = \begin{array}{ccccc} & & x1 & x2 & x3 \\ x1 & 0,9984 & 0 & 0 & \\ x2 & 0 & 0,9984 & 0 & \\ x3 & 0 & 0 & 0,9984 & \end{array}$$

$$B = \begin{array}{cc} & \begin{matrix} u1 & u2 & u3 \end{matrix} \\ \begin{matrix} x1 \\ x2 \\ x3 \end{matrix} & \begin{bmatrix} 0,8993 & 0 & 0 \\ 0 & 0,8993 & 0 \\ 0 & 0 & 0,8993 \end{bmatrix} \end{array}$$

$$C = \begin{array}{cc} & \begin{matrix} x1 & x2 & x3 \end{matrix} \\ \begin{matrix} y1 \end{matrix} & \begin{bmatrix} 2,71 & -3,796 & 2,298 \end{bmatrix} \end{array}$$



Gambar 3.5 Perancangan MPC pada simulink matlab

Dari model *plant* yang telah didefinisikan maka selanjutnya membangun *object* MPC pada MATLAB dan melakukan *tuning* kontrol MPC menggunakan strategi *tuning* DMC non adaptif untuk mencari nilai waktu sampel terdekat, *prediction horizon* (P) dan *control horizon* (M). Sebelum itu, terlebih dahulu dilakukan pemodelan empirik model FOPDT (*first order plus dead time*) untuk menentukan parameter gain FODT (K_p), *time constant* (τ) dan *dead time* (θ) menggunakan metode II.

Dari pemodelan empirik model FOPDT diketahui nilai K_p sebesar 0,157, *time constant* (τ) sebesar 9,185 m dan *dead time* (θ) sebesar 0,815 m. Waktu sampel didapatkan menggunakan persamaan 3,27 yaitu sebesar 0,9, nilai *prediction horizon* sebesar 52 didapatkan dari persamaan (3.29) dan untuk nilai *control horizon* sebesar 12 diperoleh dari persamaan (3.30).

$$T_{rs} = \text{Max}(0.1\tau_{rs}, 0.5\theta_{rs}) \quad (3.28)$$

$$P = \text{Max}\left(\frac{5\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad (3.29)$$

$$M = \text{Max} \left(\frac{\tau_{rs}}{T} + k_{rs} \right) \quad (3.30)$$

3.6 Uji Performansi

Uji performansi dilakukan dengan memberikan *tracking setpoint* dan pemberian *disturbance*. Hal ini dilakukan untuk mengetahui apakah kontrol MPC yang telah dibuat mampu berjalan dengan baik atau tidak. Serta membandingkan performansi antara *model predictive control* dengan pengendali PI.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

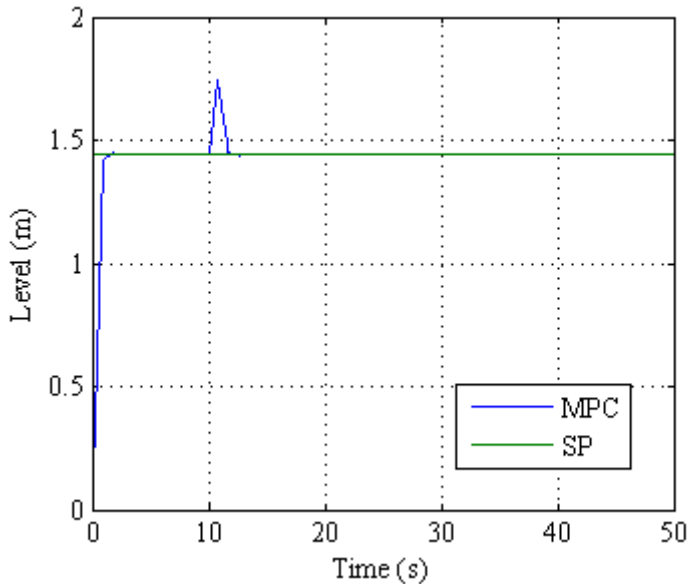
BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Uji performansi digunakan untuk mengetahui kemampuan dari kontrol MPC yaitu dengan memberikan uji *tracking setpoint*, pemberian *disturbance* serta melakukan perbandingan antara kontrol MPC dengan kontrol konvensional PI.

4.1 Uji Disturbance

Untuk menguji performansi kontrol MPC dilakukan pengujian perubahan *load* yang pada sistem kontrol MPC dianggap sebagai *disturbance*. Pada *plant stripper ammonia* mendapat inputan dari *Low Pressure Ammonia Scrubber* dan *High Pressure Ammonia Scrubber*, yang sangat mungkin mengalami lonjakan *load* yang diakibatkan oleh proses yang terjadi pada *High Pressure Ammonia Scrubber* dan *Low Pressure Ammonia Scrubber*. Pada simulasi perubahan *load* dianggap sebagai *disturbance step* yaitu dengan memberikan kenaikan *input* sebesar 20% pada dari nilai laju aliran *feed* pada detik ke 10 maka didapatkan hasil respon sistem seperti pada gambar 4.1.



Gambar 4.1 Respon uji *disturbance*

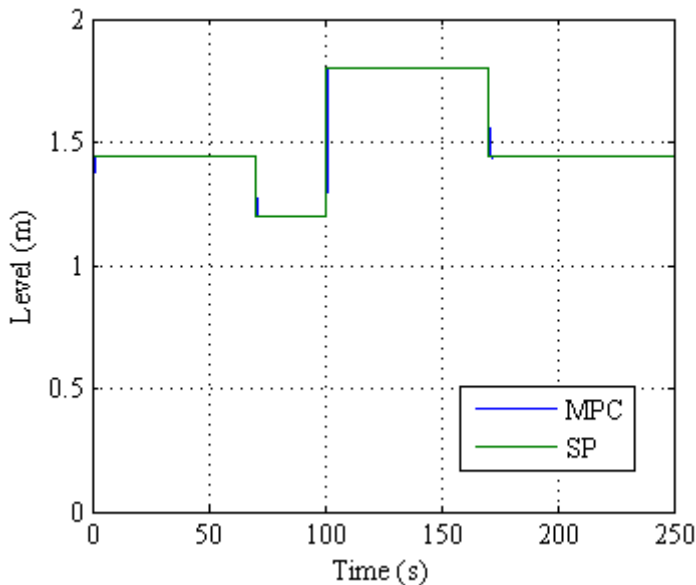
Sistem kontrol yang baik adalah yang mampu kembali pada *setpoint* dalam waktu yang singkat saat diberikan *disturbance*. Dari respon yang ada pada gambar 4.1 dapat dilihat bahwa sistem yang diberikan *disturbance* perubahan laju aliran *feed* sebesar 20% pada detik 10 dapat kembali lagi ke *setpoint* dalam waktu singkat yaitu pada detik 13.

4.2 Uji Setpoint Tracking

Penentuan *setpoint* pada *Ammonia Stripper* disesuaikan dengan kebutuhan jumlah *ammonia* yang ingin diproduksi. Pada kondisi normal level *setpoint* pada *ammonia stripper* ditetapkan pada kisaran 60% yang jika dikonversi dalam tinggi maka level *ammonia stripper* dijaga pada ketinggian 1,44 meter. Jika jumlah *ammonia* yang akan diproduksi mengalami perubahan maka nilai *setpoint* pada tiap-tiap *plant* yang berhubungan juga dapat berubah, termasuk nilai *setpoint* pada *ammonia stripper*.

Sehingga sangat penting bahwa sistem kontrol mampu mengikuti perubahan setpoint yang diberikan dengan baik.

Uji *setpoint tracking* merupakan uji yang dilakukan untuk melihat apakah sistem kontrol MPC dapat mengikuti perubahan *setpoint* yang diberikan. Hasil respon perubahan *setpoint* pada sistem dapat dilihat pada gambar 4.2



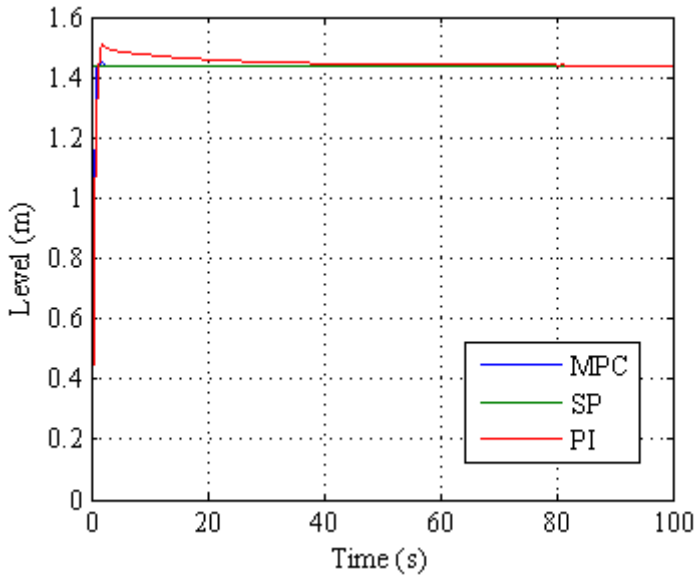
Gambar 4.2 Respon uji *setpoint tracking*

Pada gambar 4.2 merupakan respon sistem saat dilakukan perubahan *setpoint*. *Setpoint* awal yang diberikan adalah 1,44 meter yang merupakan *setpoint* yang digunakan pada *plant ammonia stripper* pada kondisi normal. Pada uji *setpoint tracking* dilakukan perubahan *setpoint* sebanyak tiga kali, yang pertama adalah dengan menurunkan level *setpoint* menjadi 1,2 meter pada detik ke 70. Pada penurunan level *setpoint* menjadi 1,2 meter sistem dapat mencapai nilai *setpoint* dalam waktu 14 detik dan stabil pada detik 84. Selanjutnya level *setpoint* dinaikkan menjadi 1,8 meter di detik ke 100, dan sistem berhasil mencapai *setpoint*

di detik 119. Pada uji *setpoint tracking* yang terakhir adalah mengembalikan level *setpoint* pada 1,44 meter di detik 170. Sistem berhasil mencapai level *setpoint* 1,44 meter pada detik 182. Dari gambar 4.2 dapat dilihat bahwa MPC dapat mengikuti perubahan *setpoint* dalam waktu yang singkat yaitu 14 detik, 19 detik dan yang terakhir sebesar 12 detik.

4.3 Perbandingan Kontrol MPC dan Kontrol PI

Ammonia Stripper yang ada di PT Petrokimia Gresik saat ini masih menggunakan kontrol PI sebagai pengendali level *ammonia stripper*. Namun kontrol PI yang digunakan pada *ammonia stripper* masih menggunakan cara *trial and error* sehingga terlebih dahulu dilakukan *tuning* untuk mendapatkan respon yang lebih baik. Untuk mengetahui apakah kontrol MPC memiliki respon sistem yang lebih baik daripada kontrol PI yang saat ini digunakan maka dilakukan perbandingan hasil respon antara pengendali MPC dan PI, dan diperoleh hasil seperti pada gambar 4.3



Gambar 4.3 Respon kontrol MPC dan PID

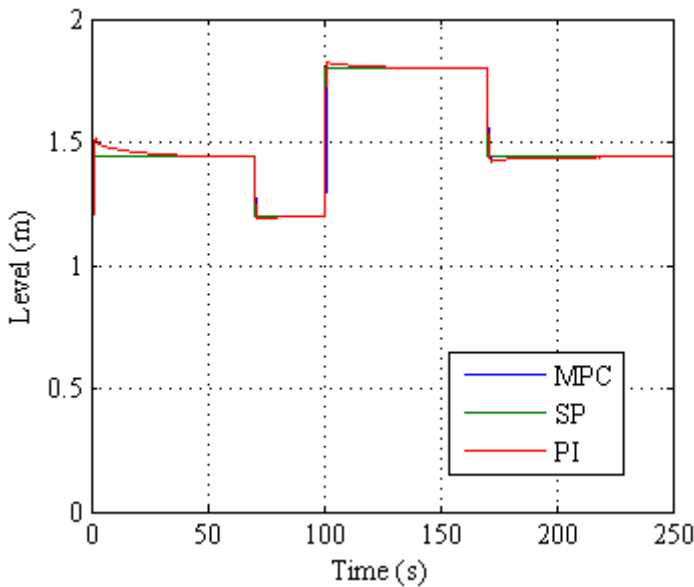
Dari hasil respon yang didapat pada gambar 4.3 dapat dilihat bahwa kontrol MPC memiliki hasil respon yang lebih baik dibandingkan dengan kontrol konvensional PI. Pada kontrol PI diketahui nilai *maximum overshoot*nya sebesar 5,5% sedangkan untuk kontrol MPC nilai *maximum overshoot*nya sebesar 1,38%. Nilai *settling time* dari kontrol PI sebesar 78 detik sedangkan untuk kontrol MPC nilai *settling time*nya sebesar 3 detik. Nilai *error steady state 2%* sebesar 0,783% pada kontrol PI sebesar 0,649%.

Tabel 4.1 Parameter performansi antara kontrol PI dengan MPC

No	Parameter	PI	MPC
1	<i>Maximum overshoot</i>	5,5%	1,38%
2	<i>Settling Time</i>	78detik	3detik
3	<i>Error steady state (2%)</i>	0,783%	0,649%

4.4 Uji Tracking Setpoint Kontrol MPC dan Kontrol PI

Setelah mengetahui perbandingan respon antara kontrol MPC dan kontrol PI selanjutnya dilakukan uji *setpoint tracking* untuk mengetahui bagaimana perbandingan antara kontrol MPC dan kontrol PI. Hasil respon perubahan *setpoint* dapat dilihat pada gambar 4.4



Gambar 4.4 Respon uji *setpoint tracking* kontrol MPC dan PI

Dari gambar 4.4 dapat dilihat hasil respon uji *setpoint tracking* dimana keduanya baik kontrol MPC dan kontrol PI sama-sama bisa mengikuti perubahan *setpoint*, namun kontrol

MPC dapat mencapai *setpoint* lebih cepat dibandingkan dengan kontrol PI.

Pada saat *setpoint* diturunkan di level 1,2 meter kontrol MPC mampu mencapai steady state dalam 14 detik sedangkan kontrol PI belum mampu mencapai *steady state*. Saat level *setpoint* dinaikan ke level 1,8 meter kontrol MPC mencapai *steady* dalam waktu 19 detik sedangkan kontrol PI belum mampu mencapai *steady state* saat level *setpoint* kembali dirubah menjadi level *setpoint* normal 1,44 meter. Dari keseluruhan uji *setpoint tracking* dihitung nilai keseluruhan IAE, didapatkan nilai IAE total untuk MPC sebesar 1.813 sedangkan untuk PI sebesar 3,593.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa yang dilakukan dapat ditarik kesimpulan bahwa :

1. Pemodelan kolom distilasi *ammonia* biner dapat dilakukan menggunakan model matematis dengan hukum kesetimbangan massa (*mass balance*)
2. Sistem kontrol *Model Predictive Control* memiliki performansi yang lebih baik dibandingkan dengan pengendali konvensional PI. Dengan nilai *error* pada MPC sebesar 0,6495% sedangkan pada PI 0,783%. Begitu pula dengan nilai *settling time* serta *maximum overshoot* yang lebih baik yaitu 3 detik dan 1,38%, sedangkan nilai *settling time* dan *maximum overshoot* pada PI sebesar 78 detik dan 5,5%.

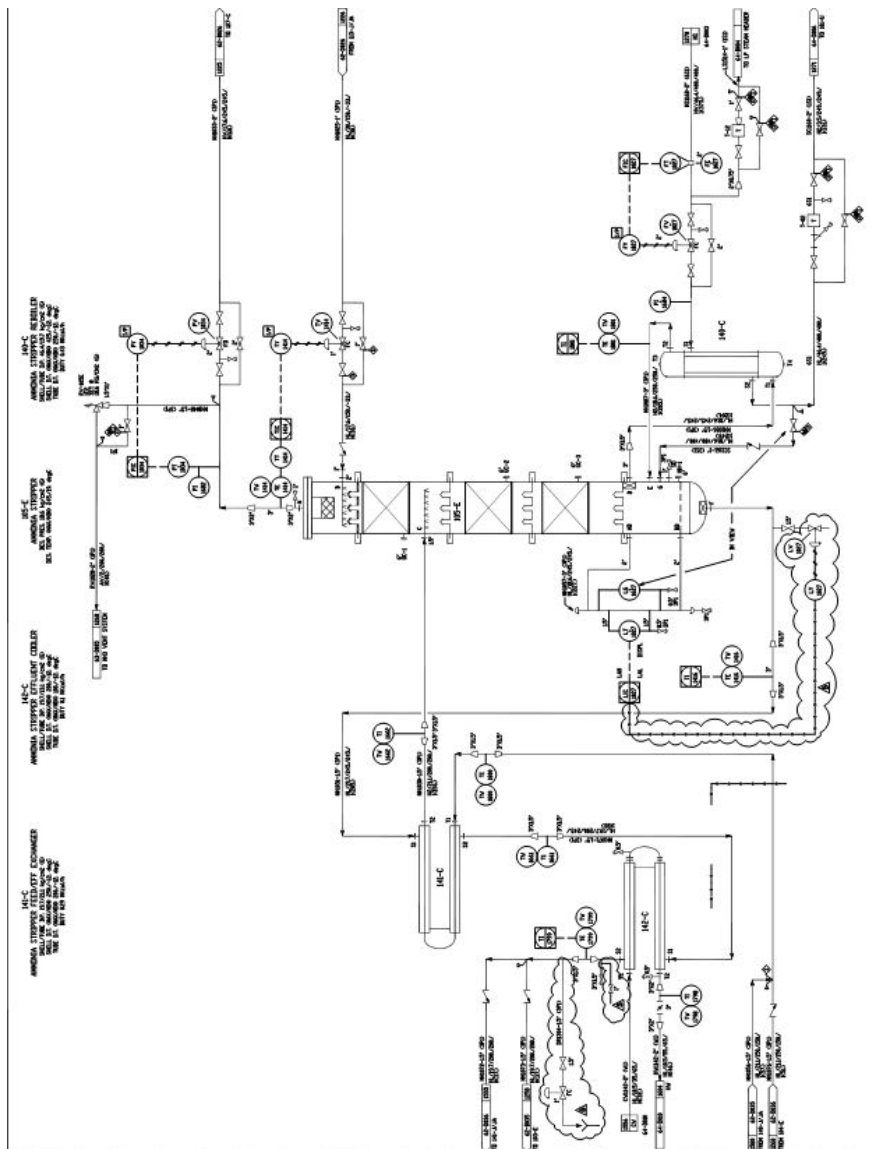
“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR PUSTAKA

- [1] A. Ahmad, A. W. (2007). Application of Model Predictive Control (MPC) Tuning Strategy in Multivariable Control of Distillation Column. *Reaktor* , 66-70.
- [2] Abdul Wahid, R. A. (2016). Modeling and Control of Multivariable Distillation Column Using Model Predictive Control Using UNISIM. *SINERGI* , 14-20.
- [3] Danielle Dougherty, D. C. (2002). A Practical Multiple Model Adaptive Strategy for Multivariable Model Predictive Control. *Control Engineering Practice* , 649-664.
- [4] Gresik, P. P. (2015). *Prinsip Proses dan Operasi Produksi Ammonia*. Gresik.
- [5] M. Manimaran, A. A. (2013). Optimization and composition control of Distillation column using MPC. *International Journal of Engineering and Technology (IJET)* .
- [6] Marlin, T. E. (2015). Empirical Model Identification. Dalam T. E. Marlin, *Process Control : Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance* (hal. 175-206). Ontario: McGraw-Hill.
- [7] Putra, A. S. (2012). Perancangan Sistem Pengendalian Level Ammonia Stripper Pabrik I PT Petrokimia Gresik Menggunakan Metode Internal Model Control.
- [8] Satriyo Nugroho, Y. Y. (2004). Non-Linear Identification of Aqueous Ammonia Binary Distillation Column Based on Simple Hammerstein Model. *IEEE* .
- [9] Ton J.J. van den Boom, T. C. (2005). *Model Predictive Control*. Delft: TU Delft.
- [10] William L. Luyben, P. S. (1985). *Design of Distillation Column Control Systems*. New York: Publishers Creative Services.

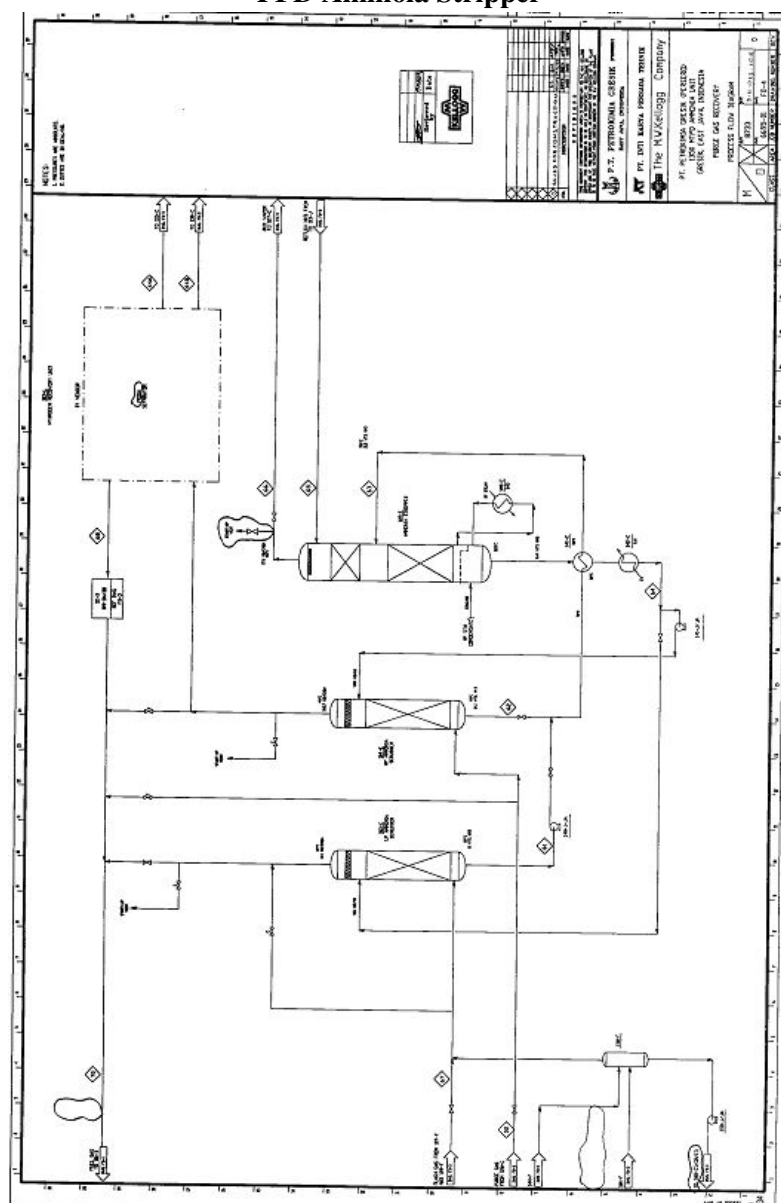
LAMPIRAN A

P&ID Ammonia Stripper

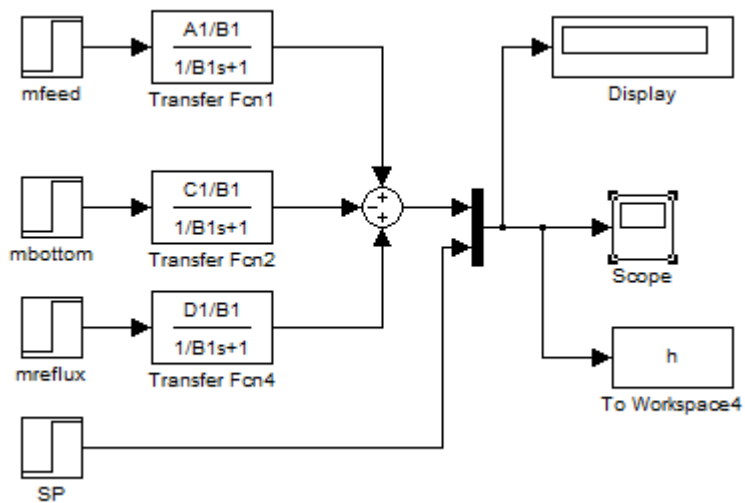


LAMPIRAN B

PFD Ammoia Stripper

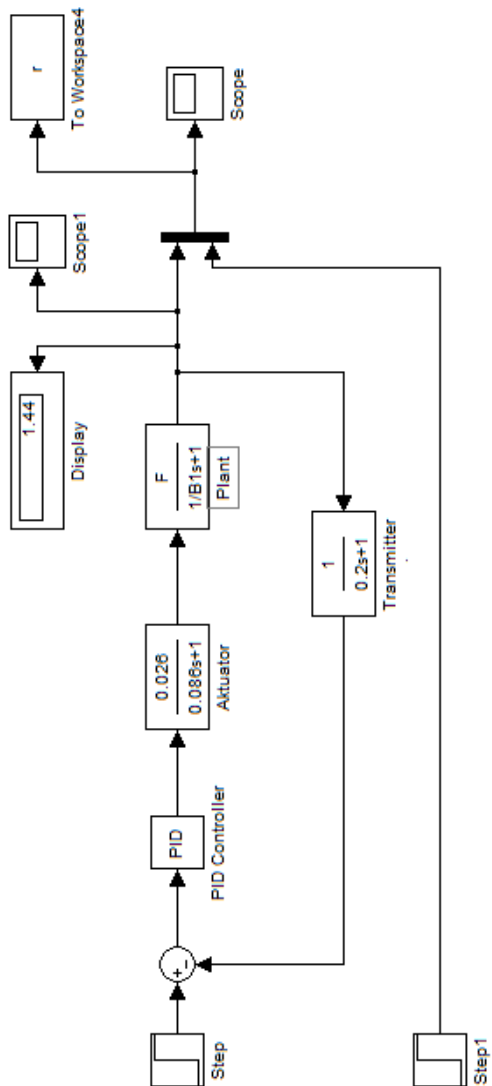


LAMPIRAN C
Simulink MATLAB Uji *Open Loop*



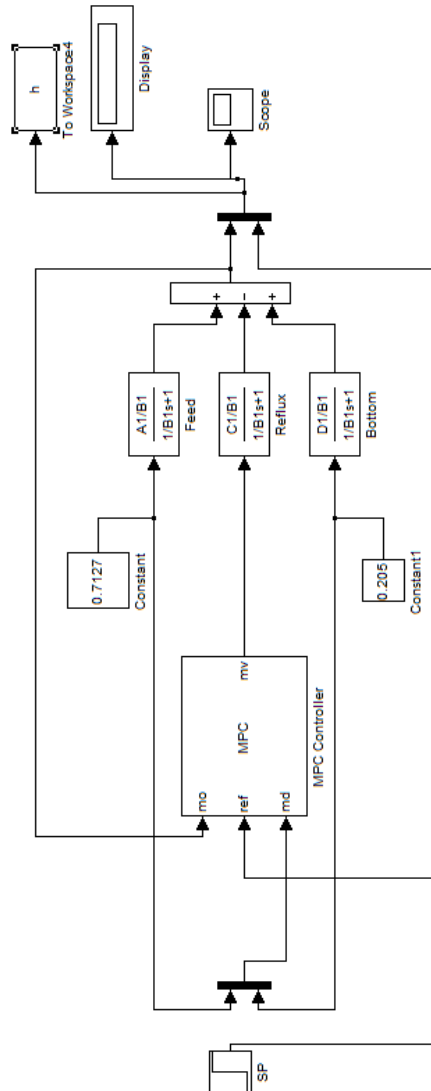
LAMPIRAN D

Simulink MATLAB Uji *Closed Loop*



LAMPIRAN E

Simulink MATLAB Perancangan MPC



LAMPIRAN F

Coding MATLAB Perancangan MPC

```
%% MPC %%

% Start defining the plant to be controlled
sys='mpcplant';
[A,B,C,D]=linmod(sys);           %linearize the plant
% Setup an MPC controller object
Ts=.9;                           % sampling time
model=c2d(ss(A,B,C,D),Ts);       % prediction model - discrete model

% Define the structure of models used by the MPC controller
clear Model
% Predictive model
Model.Plant=model;
% Disturbance model: Integrator driven by white noise with variance=1000
Model.Disturbance=tf(sqrt(1000),[1 0]);
% Define prediction and control horizons
p=52;                             % prediction horizon (take default one)
m=12;                             % control horizon
% Let us assume default value for weights and build the MPC object
MPCobj=mpc(model,Ts,p,m);
% Define constraints on the manipulated variable
MPCobj.MV=struct('Min',0,'Max',1,'RateMin',-10,'RateMax',10);
```

BIODATA PENULIS



Nama penulis Frely Novianti Rahayu dilahirkan di Serui, tanggal 3 November 1995. Saat ini penulis tinggal di Jalan Abisai RT 04 RW 04 Desa Mojowarno, Jombang, Provinsi Jawa Timur. Penulis telah menyelesaikan pendidikan di SDN 1 Mojowarno pada tahun 2007, pendidikan di SMPN 1 Mojowarno pada tahun 2010, pendidikan di SMAN Mojoagung pada tahun 2013 dan sedang menempuh pendidikan S1 Teknik Fisika FTI di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya hingga sekarang.

Pada bulan Juli 2017 penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **Perancangan Model Predictive Control pada Kolom Distilasi Biner Ammonia Stripper**. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir ini, maka dapat menghubungi penulis melalui email : frelynovianti@gmail.com